

(19)



Europäisches Patentamt
European Patent Office
Office européen des brevets



(11) Veröffentlichungsnummer: **0 523 767 A2**

(12)

EUROPÄISCHE PATENTANMELDUNG

(21) Anmeldenummer: **92201804.9**

(51) Int. Cl.⁵: **C07C 67/03, C07C 69/24,
C07C 69/52**

(22) Anmeldetag: **19.06.92**

(30) Priorität: **19.07.91 DE 4123928**

(43) Veröffentlichungstag der Anmeldung:
20.01.93 Patentblatt 93/03

(64) Benannte Vertragsstaaten:
AT BE CH DE DK ES FR GB IT LI NL SE

(71) Anmelder: **METALLGESELLSCHAFT
Aktiengesellschaft
Reuterweg 14
W-6000 Frankfurt am Main(DE)**

(72) Erfinder: **Voeste, Theodor
Praunheimer -Weg 90
W-6000 Frankfurt am Main(DE)
Erfinder: Buchold, Henning, Dr.
Erzbergerstrasse 3**

W-6450 Hanau am Main(DE)

Erfinder: **Aalrust, Erik
Odenwaldstrasse 18**

W-6104 Seeheim-Jugenheim(DE)

Erfinder: **Saft, Helmut
Mittelstrasse 1**

W-6361 Niddatal 1(DE)

Erfinder: **Schmidt, Hans-Joachim, Dr.
Im Trotz 36**

W-6000 Frankfurt am Main(DE)

Erfinder: **Mallok, Gerd
Rheinauerstrasse 40**

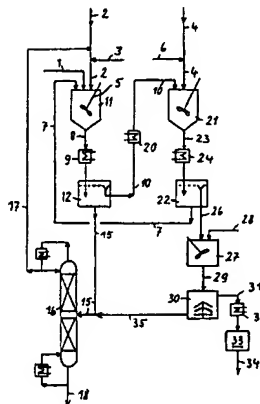
W-6450 Hanau am Main(DE)

Erfinder: **Ludwig, Ernst
Im Rosengärtchen 50
W-6370 Oberursel(DE)**

(54) **Verfahren zum Erzeugen von Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester und Glycerin durch Umesterung von Ölen oder Fetten.**

(57) Öle oder Fette, insbesondere pflanzlichen, aber auch tierischen Ursprungs, werden mit Methanol oder Äthanol und einem alkalischen Katalysator in flüssiger Phase umgesetzt. Es entstehen Glycerin sowie Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester. Man arbeitet mit mindestens zwei Umsetzungsstufen, wobei jede Umsetzungsstufe einen Mischreaktor und einen Abscheider zur Abtrennung einer leichten, esterreichen Phase und einer schweren, glycerinreichen Phase aufweist. Dem Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe führt man das Öl oder Fett, den Alkohol und den Katalysator zu und vermischt diese Substanzen intensiv. Dem Mischreaktor der zweiten und jeder weiteren Umsetzungsstufe führt man zum intensiven Vermischen den Alkohol und den Katalysator sowie die in der vorausgehenden Umsetzungsstufe gewonnene leichte, esterreiche Phase zu. Im Abscheider der zweiten bis letzten Umsetzungsstufe wird eine schwere Phase abgetrennt und mindestens teilweise zurück zum Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe geführt. Aus der in der letzten Umsetzungsstufe abgetrennten leicht-

ten, esterreichen Phase gewinnt man durch mindestens eine weitere Separationsbehandlung Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester. Man arbeitet vorzugsweise mit zwei Umsetzungsstufen.



EP 0 523 767 A2

Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Umesterung von Öl oder Fett mit Methanol oder Äthanol und einem alkalischen Katalysator in flüssiger Phase zu den Produkten Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester und Glycerin, die getrennt gewonnen werden. Als Ausgangsmaterial wird zu-

meist ein pflanzliches Öl oder Fett verwendet werden, doch ist auch ein fließfähiges tierisches Öl oder Fett nicht ausgeschlossen.

Der Erfindung liegt die Aufgabe zugrunde, das Verfahren auf einfache und kostengünstige Weise durchzuführen, gleichzeitig sollen hohe Umsätze erreicht werden. Erfindungsgemäß geschieht dies dadurch, daß man mit mindestens zwei Umsetzungsstufen arbeitet, wobei jede Umsetzungsstufe einen Mischreaktor und einen Abscheider zur Abtrennung einer leichten, methylesterreichen Phase und einer schweren, glycerinreichen Phase aufweist, daß man dem Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe Öl oder Fett sowie Methanol oder Äthanol und Katalysator zuführt und diese Substanzen intensiv vermischt, daß man dem Mischreaktor der zweiten und jeder weiteren Umsetzungsstufe zum intensiven Vermischen Methanol oder Äthanol und Katalysator sowie die in der vorausgehenden Umsetzungsstufe gewonnene leichte, esterreiche Phase zuführt, daß man die im Abscheider der zweiten bis letzten Umsetzungsstufe abgetrennte schwere Phase mindestens teilweise zurück zum Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe führt und daß man aus der in der letzten Umsetzungsstufe abgetrennten leichten, esterreichen Phase Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester durch mindestens eine weitere Separationsbehandlung gewinnt.

Die Menge des insgesamt den verschiedenen Umsetzungsstufen zugeführten Methanols oder Äthanol liegt im Bereich vom 1-bis 3-fachen der stöchiometrisch notwendigen Menge. Die zu verwendenden alkalischen Katalysatoren sind an sich bekannt, es kann sich dabei z.B. um NaOH, KOH oder um Natriummethylat handeln. Man verwendet den Katalysator im allgemeinen in einer Konzentration von 0,1 bis 1 Gew.%, bezogen auf umzusetzendes Öl oder Fett.

Das Verfahren wird in den meisten Fällen mit zwei oder drei Umsetzungsstufen durchgeführt. Wenn man nur mit begrenztem apparativem Aufwand arbeiten will, empfehlen sich zwei Umsetzungsstufen.

Wenn man mit zwei Umsetzungsstufen arbeitet, ist es zweckmäßig, dem Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe 20 bis 60 % und vorzugsweise 35 bis 45 % des gesamten Methanols oder Äthanol sowie 20 bis 60 % und vorzugsweise 30 bis 50 % des gesamten Katalysators zuzuführen. Den Rest des Methanols oder Äthanol und des Katalysators gibt man in den Mischreaktor der

zweiten Umsetzungsstufe. Bei der hier gemeinten Gesamtmenge an Methanol oder Äthanol und Katalysator werden die kleinen Mengen nicht mitgerechnet, die durch Rückführen der schweren Phase aus dem Abscheider der zweiten Umsetzungsstufe in den Mischreaktor der ersten Umsetzungsstufe gelangen.

Aus dem Abscheider der ersten Umsetzungsstufe zieht man eine schwere, glycerinreiche Phase ab und unterzieht sie vorzugsweise einer weiteren Trennbehandlung. Hierbei kann man ein weitgehend wasserfreies Methanol oder Äthanol zurückgewinnen, das man in die Umesterung zurückführt. Aus dem Abscheider der letzten Umsetzungsstufe erhält man eine leichte, esterreiche Phase, aus welcher man durch mindestens eine weitere Separationsbehandlung Fettsäure-Methylester oder Fettsäure-Äthylester gewinnt. Diese weitere Separationsbehandlung kann z.B. darin bestehen, die Phase mit Wasser zu vermischen und das Gemisch anschließend zu zentrifugieren. Aus der Zentrifuge erhält man den Ester mit einem Wassergehalt von höchstens 2 Gew.% und daneben eine wäßrige, alkoholhaltige Phase.

Um die Trennung der Phasen in mindestens einem Abscheider zu erleichtern, kann es sich empfehlen, das Flüssigkeitsgemisch vor dem Abscheider so zu kühlen, daß sich die Temperatur um 5 bis 50 °C und vorzugsweise 10 bis 30 °C verringert.

Ausgestaltungsmöglichkeiten des Verfahrens mit zwei Umsetzungsstufen werden mit Hilfe der Zeichnung erläutert. Hierbei wird als Alkohol Methanol eingesetzt, doch kann das Verfahren in gleicher Weise auch mit Äthanol zur Erzeugung von Äthylester durchgeführt werden.

Die erste Umsetzungsstufe weist den Mischreaktor (11) und den Schwerkraftabscheider (12) auf, zur zweiten Umsetzungsstufe gehören der Mischreaktor (21) und der Schwerkraftabscheider (22). Das zu behandelnde Öl oder Fett fließt durch die Leitung (1) in den Mischreaktor (11). Dem Reaktor (11) führt man ferner durch die Leitung (2) weitgehend wasserfreies Methanol und Katalysator sowie durch die Leitung (7) schwere, glycerinhaltige Phase aus der zweiten Umsetzungsstufe zu. Der Katalysator wird durch die Leitung (3) herangeführt und mit dem Methanol gemischt. Im Reaktor (11) erfolgt eine intensive Durchmischung mit Hilfe von mindestens einer Rührereinrichtung (5). Der Mischreaktor (11) kann in bekannter Weise mehrere hintereinandergeschaltete Mischkammern aufweisen, was in der Zeichnung nicht dargestellt ist.

Es empfiehlt sich, die in der Leitung (2) in den Reaktor (11) eintretende Menge an Methanol und Katalysator so zu bemessen, daß es sich um 20 bis 60 % des gesamten dem Umsetzungsverfahren beider Stufen zugeführten Methanol und um 20

bis 60 % des gesamten Katalysators handelt. Vorzugsweise gibt man in den Reaktor (11) 35 bis 45 % des gesamten Methanols und 30 bis 50 % des gesamten Katalysators.

Die Temperaturen im Mischreaktor (11) liegen üblicherweise im Bereich von 50 bis 90 °C und man arbeitet zumeist bei Atmosphärendruck. Es kann zweckmäßig sein, das in der Leitung (8) aus dem Reaktor (11) kommende Gemisch zunächst etwas zu kühlen, wofür der Kühler (9) vorgesehen ist, um die Trennung im Abscheider (12) zu erleichtern. Bei Verwendung des Kühlers (9) senkt man die Temperatur an dieser Stelle um 5 bis 50 °C und vorzugsweise 10 bis 30 °C. Es ist aber auch möglich, ohne den Kühler (9) zu arbeiten.

Als Schwerkraft-Abscheider verwendet man bevorzugt Faserbettabscheider, die an sich bekannt und z.B. in "Filtration & Separation" (Sept./Oct. 1990), S. 360-363, beschrieben sind.

Im Abscheider (12) zieht man eine leichte, methylesterreiche Phase ab, die man durch die Leitung (10) zum Mischreaktor (21) der zweiten Umsetzungsstufe führt. Die in der Leitung (15) abgezogene schwere, glycerinreiche Phase wird zur Rektifikation einer Kolonne (16) aufgegeben. In der an sich bekannten Rektifikationskolonne gewinnt man über Kopf weitgehend wasserfreies Methanol, das man in der Leitung (17) abzieht und dem Methanol der Leitung (2) zugibt. Aus dem Sumpf der Kolonne (16) zieht man durch die Leitung (18) rohes Glycerin ab, das einer nicht dargestellten Reinigung zugeführt wird.

Der zweiten Umsetzungsstufe führt man ein Gemisch aus Methanol und Katalysator durch die Leitung (4) zu, wobei der Katalysator in der Leitung (6) herangeführt wird. Vor Eintritt in den Mischreaktor (21) kann die Temperatur der methylesterreichen Phase der Leitung (10) in einem Kühler (20) abgesenkt werden, doch ist dies nicht unbedingt erforderlich. Falls man sich zum Verwenden des Kühlers (20) entschließt, erfolgt hier eine Kühlung um vorzugsweise 10 bis 40 °C. Im Mischreaktor (21), in welchem wiederum eine intensive Vermischung erfolgt, ist die Temperatur etwa die gleiche wie im Mischreaktor (11) oder sie liegt um etwa 5 bis 50 °C und vorzugsweise 10 bis 30 °C niedriger als im Mischreaktor (11). Das in der Leitung (23) ablaufende Gemisch kann vor dem Abscheider (22) wiederum gekühlt werden, wofür ein Kühler (24) vorgesehen ist. Hier wie bereits im Kühler (9) kann die Temperatur um 5 bis 50 °C oder vorzugsweise 10 bis 30 °C abgesenkt werden.

Die schwere, glycerinreiche Phase, die im Abscheider (22) anfällt, wird durch die Leitung (7) zum Mischreaktor (11) geführt. Die leichte, methylesterreiche Phase gelangt durch die Leitung (26) zu einem Extraktor (27), dem man durch die Leitung (28) Wasser zuführt. Das Wasser nimmt die

wasserlöslichen Substanzen, vor allem Methanol und Glycerin, auf und zerstört den Katalysator. Das im Extraktor (27) erzeugte Gemisch führt man durch die Leitung (29) zu einer Zentrifuge (30), aus der man durch die Leitung (31) Fettsäure-Methylester mit einem Wassergehalt von höchstens 2 Gew.% und vorzugsweise höchstens 0,5 Gew.% abzieht. Diese Reinheit kann für bestimmte Anwendungsfälle bereits ausreichen. Will man den Wassergehalt weiter senken, so erhitzt man das Produkt im Wärmeaustauscher (32) und unterwirft es einer Trocknung (33), z.B. einer Vakuumtrocknung, aus der man dann durch die Leitung (34) ein weitgehend getrocknetes Produkt abführt.

Die in der Zentrifuge (30) gebildete wäßrige Phase, die Methanol und Glycerin enthält und praktisch frei von Methylester ist, wird in der Leitung (35) der glycerinreichen Phase der Leitung (15) zugemischt, die man der Kolonne (16) aufgibt.

Beispiel

In einer der Zeichnung entsprechenden Verfahrensführung ohne den Kühler (9) werden pro Stunde 1000 kg Rapsöl umgesetzt, die man in der Leitung (1) heranzuführt. Das Rapsöl war zuvor durch Entschleimung, Bleichung und Entsäuerung vorbehandelt worden. Die Mischreaktoren (11) und (21) weisen jeweils drei hintereinandergeschaltete Mischkammern auf und die Abscheider (12) und (22) sind als Faserbettabscheider ausgebildet.

In den Mischreaktor (11) werden pro Stunde 74 kg Methanol und als Katalysator 2,4 kg Natriummethylat eingeleitet, die Durchmischung erfolgt bei 75 °C und Atmosphärendruck. Die leichte, methylesterreiche Phase der Leitung (10) wird im Kühler (20) auf 60 °C abgekühlt, bevor sie in den Mischreaktor (21) eintritt. Diesem Mischreaktor führt man pro Stunde 118 kg Methanol und 3,6 kg Natriummethylat zu. Im Reaktor (21) arbeitet man bei 60 °C und Atmosphärendruck.

Im Kühler (24) wird das Gemisch auf 35 °C abgekühlt und man zieht in der Leitung (26) einen rohen Fettsäure-Methylester ab, welcher 99,2 % der im Öl enthaltenen Fettsäuren als Methylester enthält.

Im Extraktor (27) wird der rohe Methylester mit 54 kg pro Stunde Waschwasser versetzt und so von gelöstem Methanol und Glycerin befreit. In der Zentrifuge (30) wird der weitgehend methanol- und glycerinfreie Methylester vom Waschwasser getrennt, und um den Wassergehalt im Fettsäure-Methylester weiter zu reduzieren, erfolgt eine Vakuumtrocknung (33) nach vorhergehender Aufwärmung im Wärmeaustauscher (32). In der Leitung (34) fallen pro Stunde 1001 kg Fettsäure-Methylester in der Qualität von Dieselöl-Ersatzkraftstoff an. In der Rektifikationskolonne (16) arbeitet man bei

Atmosphärendruck und 110°C Sumpftemperatur, man zieht in der Leitung (18) pro Stunde 169 kg methanolfreie wäßrige Glycerinphase und in der Leitung (17) 81,3 kg wasserfreies Methanol ab.

Patentansprüche

1. Verfahren zur Umsetzung eines Öls oder Fet-
tes mit Methanol oder Äthanol und einem alka-
lischen Katalysator in flüssiger Phase zu den
Produkten Fettsäure-Methylester oder
Fettsäure-Äthylester und Glycerin, die getrennt
gewonnen werden, dadurch gekennzeichnet,
daß man mit mindestens zwei Umsetzungsstu-
fen arbeitet, wobei jede Umsetzungsstufe ei-
nen Mischreaktor und einen Abscheider zur
Abtrennung einer leichten, esterreichen Phase
und einer schweren, glycerinreichen Phase
aufweist, daß man dem Mischreaktor der er-
sten Umsetzungsstufe Öl oder Fett sowie Me-
thanol oder Äthanol und Katalysator zuführt
und diese Substanzen intensiv vermischt, daß
man dem Mischreaktor der zweiten und jeder
weiteren Umsetzungsstufe zum intensiven Ver-
mischen Methanol oder Äthanol und Katalysa-
tor sowie die in der vorausgehenden Umset-
zungsstufe gewonnene leichte, esterreiche
Phase zuführt, daß man die im Abscheider der
zweiten bis letzten Umsetzungsstufe abge-
trennte schwere Phase mindestens teilweise
zurück zum Mischreaktor der ersten Umset-
zungsstufe führt und daß man aus der in der
letzten Umsetzungsstufe abgetrennten leichten,
esterreichen Phase Fettsäure-Methylester oder
Fettsäure-Äthylester durch mindestens eine
weitere Separationsbehandlung gewinnt.
2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekenn-
zeichnet, daß man mit zwei Umsetzungsstufen
arbeitet und dem Mischreaktor der ersten Um-
setzungsstufe 20 bis 60 % des gesamten Me-
thanols oder Äthanols und 20 bis 60 % des
gesamten Katalysators zuführt und den Rest
des Methanols oder Äthanols und des Kataly-
sators in den Mischreaktor der zweiten Umset-
zungsstufe leitet.
3. Verfahren nach Anspruch 2, dadurch gekenn-
zeichnet, daß man dem Mischreaktor der er-
sten Umsetzungsstufe 35 bis 45 % des ge-
samten Methanols oder Äthanols und 30 bis 50
% des gesamten Katalysators zuführt.
4. Verfahren nach Anspruch 1 oder einem der
folgenden, dadurch gekennzeichnet, daß man
die aus dem Abscheider der ersten Umset-
zungsstufe abgezogene schwere, glycerinrei-
che Phase einer Trennbehandlung unterwirft

und dabei Methanol oder Äthanol vom Glycerin
abtrennt.

5. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekenn-
zeichnet, daß die weitere Separationsbehand-
lung, welcher man die leichte, esterreiche Pha-
se aus der letzten Umsetzungsstufe aufgibt,
aus einer Extraktion mit Wasser und anschlie-
ßender Zentrifugierung besteht, wobei man als
getrennte Produkte Fettsäure-Methylester oder
Fettsäure-Äthylester mit einem Wassergehalt
von höchstens 2 Gew.% und eine wasserrei-
che Phase erhält.
6. Verfahren nach Anspruch 5, dadurch gekenn-
zeichnet, daß man die wasserreiche Phase zu-
sammen mit der schweren, glycerinreichen
Phase aus dem Abscheider der ersten Umset-
zungsstufe weiterbehandelt.
7. Verfahren nach Anspruch 1 oder einem der
folgenden, dadurch gekennzeichnet, daß in
mindestens einer Umsetzungsstufe zwischen
dem Mischreaktor und dem Abscheider eine
Kühlung mit Verringerung der Temperatur um
5 bis 50°C und vorzugsweise 10 bis 30°C
erfolgt.

